

**PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA  
DENGAN MENGGUNAKAN PROSES HIDROGENASI BENZENA  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**



**Disusun sebagai salah satu syarat menyelesaikan Program Studi Strata I  
pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik**

**Oleh :**

**APRIANTO SINGGIH NUGROHO**

**D 500 120 011**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH SURAKARTA  
2017**

## **HALAMAN PERSETUJUAN**

### **PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA DENGAN PROSES HIDROGENASI BENZENA KAPASITAS 35.000 TON PER TAHUN**

### **PUBLIKASI ILMIAH**

Oleh:

**APRIANTO SINGGIH NUGROHO**

**D 500 120 011**

Telah diperiksa dan disetujui untuk diuji oleh:

Dosen Pembimbing 1



**Tri Widayatno, S.T., M.Sc., Ph.D**

**NIK. 960**

Dosen Pembimbing 2



**Eni Budiyati, S.T., M.Eng**

**NIK. 991**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA  
DENGAN MENGGUNAKAN PROSES HIDROGENASI BENZENA  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

Oleh :

**APRIANTO SINGGIH NUGROHO**


**D 500 120 011**

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji  
Fakultas Teknik  
Universitas Muhammadiyah Surakarta  
Pada hari Sabtu, 23 September 2017  
dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

**Dewan Penguji :**

1. Ir. Herry Purnama, M.T., Ph.D .....  
(Ketua Dewan Penguji)
2. Emi Erawati, S.T., M.Eng .....  
(Anggota I Dewan Penguji)
3. Tri Widayatno, S.T., M.Sc., Ph.D .....  
(Anggota II Dewan Penguji)

**Dekan,**

  
**Ir. Sri Sunarjono, M.T., Ph.D** ✓

**NIK. 682**

## PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam naskah publikasi ini tidak terdapat karya yang pernah diajukan untuk memperoleh gelar kesarjanaan di suatu perguruan tinggi dan sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diaju dalam naskah dan disebutkan dalam daftar pustaka.

Apabila kelak terbukti ada ketidakbenaran dalam pernyataan saya di atas, maka akan saya pertanggungjawabkan sepenuhnya.

Surakarta, 23 September 2017

Penulis



APRIANTO SINGGIH NUGROHO

D 500 120 011

**PRARANCANGAN PABRIK SIKLOHEKSANA  
DENGAN MENGGUNAKAN PROSES HIDROGENASI BENZENA  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

**Abstrak**

Sikloheksana merupakan hasil produk setengah jadi, yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam adipat dan kaprolaktam yang nantinya diproses menjadi nilon 6,6 dan nilon 6. Prarancangan pabrik sikloheksana ini akan didirikan di kawasan industri Krakatau *Steel*, Cilegon Banten dengan luas tanah sebesar 17.440 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan sebanyak 133 orang. Proses pembuatan sikloheksana ini dilakukan dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan bantuan katalis nikel yang beroperasi pada suhu 150 °C dan tekanan 20 atm. Proses reaksi berlangsung pada fase gas-cair di mana bahan baku benzena berfase cair dan hidrogen berfase gas. Proses reaksi berlangsung non isothermal dan non adiabatik serta bersifat eksotermis. Dalam proses produksinya, prarancangan pabrik sikloheksana membutuhkan benzena sebanyak 8.737,4978 kg/jam dan hidrogen sebanyak 1.579,3698 kg/jam serta katalis sebanyak 6.041,4615 kg. Selanjutnya untuk unit utilitas prarancangan pabrik sikloheksana meliputi penyediaan air sebanyak 76.109,2215 kg/jam yang diperoleh dari waduk Nadra, penyediaan *saturated steam* sebanyak 2.552,7935 kg/jam yang diperoleh dari *boiler* dengan bahan bakar *fuel oil* sebanyak 75,6293 liter/jam, kebutuhan udara tekan sebanyak 44,0383 m<sup>3</sup>/jam. Sumber listrik utama untuk memenuhi kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan *generator set* digunakan sebagai sumber listrik cadangan ketika terjadi gangguan listrik dari PLN dengan kapasitas sebesar 3.700 kW. Prarancangan pabrik sikloheksana ini membutuhkan modal tetap sebesar Rp 414.954.120.626,15 dan modal kerja sebesar Rp 322.876.292.243,32. Berdasarkan analisa ekonomi terhadap prarancangan pabrik ini diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 227.466.766.184,09 per tahun dan keuntungan sesudah pajak sebesar 170.600.074.638,07 per tahun dengan potongan pajak sebesar 25%. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 54,82% dan sesudah pajak sebesar 41,11%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,54 tahun dan sesudah pajak sebesar 1,96 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 40,39%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,51% dan *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 26,19%.

**Kata kunci :** hidrogenasi benzena, katalis nikel , reaktor *fixed bed multitube*, sikloheksana.

**Abstract**

Cyclohexane is an intermediate product, which is used as a raw material for the manufacture of adipic acid and caprolactam which will be processed into nylon 6.6 and nylon 6. The preliminary design of cyclohexane will be established in

Krakatau Steel Industrial area, Cilegon Banten with a land area of 17,440 m<sup>2</sup> and total employees of 133 people. The production process of cyclohexane is carried out in fixed bed multitube reactor in operational condition of temperature is 150 °C and pressure 20 atm. The reaction process takes place in a gas-liquid phase in which the benzene is a liquid phase and hydrogen is a gas phase. The reaction process is non isothermal and non adiabatic and exothermic. In the production process, cyclohexane plant require benzene 8,737.4978 kg/hr and hydrogen 1,579.3698 kg/hr and catalyst 6,041.4615 kg. Furthermore, for the utility unit includes 76,109.2215 kg/hr of water supply obtained from Nadra reservoir, 2,552.7935 kg/hr saturated steam supply obtained from boiler with fuel oil fuel of 75.6293 l/hr, the compressed air requirement is 44.0383 m<sup>3</sup>/hour. The main power source of electricity needs is obtained from PLN and the generator set is used as a backup power with a capacity of 3,700 kW. The cyclohexane plant requires a fixed capital of Rp 414,954,120,626.15 and working capital of Rp 322,876,292,243.32. Based on the economical analysis of the factory preliminary, it was obtained profit before tax of Rp 227,466,766,184.09 per year and profit after tax Rp 170,600,074,638.07 per year with tax deduction of 25%. Percent Return On Investment (ROI) before tax 54,82% and after tax 41,11%. Pay Out Time (POT) before tax of 1.54 years and after tax of 1.96 years. Break Even Point (BEP) of 40.39%, Shut Down Point (SDP) of 29.51% and Discounted Cash Flow (DCF) of 26.19%.

**Keywords :** cyclohexane, fixed bed multitube reactor, hydrogenation of benzene, nickel catalyst.

## **1. PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik**

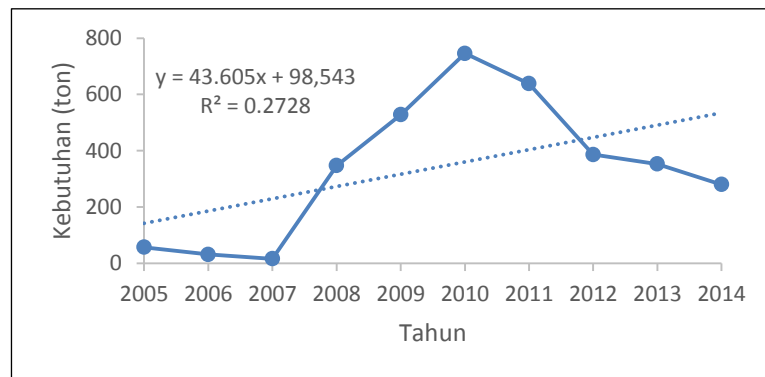
Sikloheksana merupakan senyawa turunan sikloalkana dengan rumus molekul C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>. Senyawa ini berwujud cair pada kondisi suhu dan tekanan atmosferis. Pada skala industri sikloheksana sering digunakan sebagai produk setengah jadi untuk pembuatan asam adipat dan kaprolaktam yang selanjutnya kedua produk tersebut digunakan untuk memproduksi nilon 6,6 dan nilon 6. Penggunaan global akan sikloheksana dari rentang waktu 2012 s.d. 2013 mengalami suatu peningkatan, dan diproyeksikan dalam lima tahun ke depan kapasitas sikloheksana global meningkat mencapai 12%. Selain itu, pada tingkat tahunan penggunaan sikloheksana akan mengalami peningkatan sebesar 2,4% (www.ihs.com).

## 1.2 Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik sikloheksanan ini mempertimbangkan dari beberapa faktor sebagai berikut :

### a. Jumlah Impor Produk

Berdasarkan Data dari Badan Pusat Statistik pada periode 2005 s.d 2014 diperoleh data sebagai berikut :

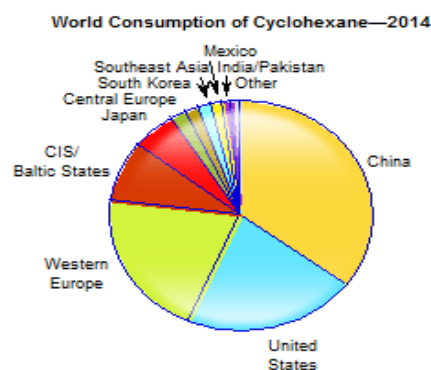


Gambar 1. Grafik Data Impor Indonesia Tahun 2005 s.d 2014

Dari hasil grafik tersebut didapatkan persamaan garis linier  $y = 43,605x + 98,543$ . Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan pada tahun 2020 kebutuhan impor sikloheksana Indonesia sebesar 796,223 ton.

### b. Jumlah Kebutuhan Produk

Jumlah kebutuhan sikloheksana dapat dijelaskan berdasarkan pada gambar 2 berikut (Ihs, 2015) :



Gambar 2. Kebutuhan Konsumsi Sikloheksana Dunia Tahun 2014

Dari gambar tersebut dapat dijelaskan bahwasanya Amerika Serikat, Eropa Barat, dan Cina menjadi pusat kapasitas utama untuk sikloheksana dan banyak permintaan global didorong oleh Cina.

**c. Kapasitas Pabrik Yang Telah Berdiri**

Selain dua faktor di atas, faktor selanjutnya yakni kapasitas pabrik yang telah berdiri, Berdasarkan data yang diperoleh didapatkan untuk data pabrik sikloheksana yang telah berdiri sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Kapasitas Pabrik Sikloheksana Yang Telah Berdiri

<b>Nama Industri</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/tahun)</b>
Azot Cherkassy	Cherkassy, Ukraina	60.000
BASF	Ludwigshafen, Jerman	130.000
BP Refining & Petrochemicals	Gelsenkirchen, Jerman	140.000
Cenon	Strazske, Slovakia	90.000
CEPSA	Huelva, Spanyol	180.000
Erdol-Raffinerie-Emsland	Lingen, Jerman	260.000
ExxonMobil	Botlek, Belanda	270.000
Fina Antwerp Olefins	Antwerp, Belgia	110.000
Grodno Azot	Grodno, Belarusia	80.000
Holborn Europa Raffinerie	Hamburg, Jerman	65.000
Kemerovo Azot	Kemerovo, Rusia	155.000
Kuibyshevazot	Togliatti, Rusia	120.000
Lukoil Neftochim Burgas	Burgas, Bulgaria	50.000
PKN Orlen	Plock, Polandia	120.000
Rivneazot	Rivne, Ukraina	30.000
SABIC UK Petrochemicals	Wilton, UK	330.000
Schekinoazot	Shchekino, Rusia	65.000
SSME Azot	Severodonetsk, Ukraina	50.000
ZA Pulawy	Pulawy, Polandia	60.000
ZA Tarnowie-Moscicach	Tarnow, Polandia	35.000

Dari data tersebut didapatkan bahwa kapasitas pabrik global yang telah berdiri yakni berkisar antara 30.000 sampai 330.000 ton/tahun. Berdasarkan



evaluasi tersebut maka diambil kapasitas 35.000 ton/tahun untuk prarancangan pabrik sikloheksana ini.

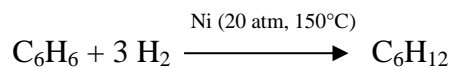
### 1.3 Penentuan Lokasi

Pabrik sikloheksana dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Krakatau *Steel*, Cilegon Banten. Penentuan lokasi pendirian tersebut mempertimbangkan beberapa hal di antaranya sumber bahan baku, pemasaran, utilitas, sarana transportasi, ketenagakerjaan, dan keadaan lingkungan masyarakat.

## 2. METODE

### 2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan sikloheksana menggunakan proses hidrogenasi benzena yakni dengan mereaksikan benzena dengan hidrogen menggunakan perbandingan mol sebesar 1 : 7. Reaksi yang terjadi yakni sebagai berikut :



### 2.2 Kondisi Operasi

Proses pembuatan sikloheksana dengan menggunakan proses hidrogenasi benzena berlangsung pada suhu 150 °C dan tekanan 20 atm. Proses reaksi berlangsung pada fase gas-cair dengan menggunakan bantuan katalis nikel (Al 50% dan Ni 50% berat) dan konversi terhadap benzena sebesar 99,8%.

### 2.3 Tinjauan Termodinamika

#### a. Panas Reaksi

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_6 &= 82,93 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_f \text{ H}_2 &= - \\ \Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_{12} &= -123,14 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_r &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -123,14 \text{ kJ/mol} - (82,93 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -206,07 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan panas reaksi maka dapat diketahui bahwa reaksi bersifat eksotermis.

### b. Energi Gibbs

$$\Delta G_f \text{ C}_6\text{H}_6 = 129,66 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_f \text{ H}_2 = -$$

$$\Delta G_f \text{ C}_6\text{H}_{12} = 31,76 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_r &= \sum \Delta G_f \text{ produk} - \sum \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= 31,76 \text{ kJ/mol} - (129,66 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -97,90 \text{ kJ/mol} \\ &= -97900 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

$$\Delta G_r = -RT \ln K_0$$

$$\ln K_0 = -\frac{-97900 \text{ J/mol}}{8,314472 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K}}$$

$$K_0 = 1,44528 \times 10^{17}$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = \frac{-\Delta H_r}{R} \left[ \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right]$$

$$\ln \frac{K_1}{1,44528 \times 10^{17}} = \frac{-206070 \text{ J/mol}}{8,314472 \text{ J/mol.K}} \left[ \frac{1}{423 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln \frac{K_1}{1,44528 \times 10^{17}} = 24,57726077$$

$$\frac{K_1}{1,44528 \times 10^{17}} = e^{24,5772607}$$

$$K_1 = 6,819 \times 10^{27}$$

Berdasarkan data perhitungan dapat diketahui bahwa reaksi pembentukan sikloheksana berlangsung searah (*irreversible*), karena harga K sangat besar atau lebih satu.

## 2.4 Tinjauan Kinetika

Pada reaksi pembentukan sikloheksana dengan proses hidrogenasi benzena, tinjauan kinetika menggunakan metode *Langmuir-Hishelwood* di mana reaksi yang mengontrol adalah reaksi adsorpsi. Persamaan kinetiknya sebagai berikut :

$$r_m = \frac{K_m \cdot K_a \cdot C_B \cdot P_{H_2}^{1,25}}{1 + K_a \cdot C_B}$$

Keterangan:

$$K_a = 90,4 e^{(7,6/RT)} \text{ (cm}^3\text{/gmol)}$$

$$K_m = 0,397 e^{(-12,5/RT)} \text{ (gmol/min.gcat.Torr)}$$

$C_B$  = Konsentrasi benzena (gmol/min)

$P_{H_2}$  = Tekanan uap murni hidrogen (Torr)

## 2.5 Langkah Proses

### 2.5.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

#### a. Benzena

Benzena disimpan dalam tangki penyimpanan (F-110) pada suhu 33 °C dan tekanan 1 atm dalam fase cair. Dari tangki penyimpanan (F-110) benzena dialirkan ke *Heat Exchanger* (E-113) dengan menggunakan pompa (L-112), di pompa (L-112) benzena mengalami kenaikan tekanan dari 1 atm menjadi 20 atm dan di *Heat Exchanger* (E-113) suhu benzena dinaikkan dari suhu 33 °C menjadi 150 °C. Kemudian diumpankan ke reaktor (R-120).

#### b. Hidrogen

Gas hidrogen diperoleh dari PT. *Air Liquide*, Cilegon. Berupa gas dengan suhu 33 °C dan tekanan 20 atm, yang dikirim dengan menggunakan pipa secara langsung dari PT. *Air Liquide*. Gas hidrogen dari PT. *Air Liquide* dialirkan ke *Heat Exchanger* (E-121) untuk dinaikkan suhunya dari 33 °C menjadi 150 °C. Kemudian diumpankan ke reaktor (R-120).

### 2.5.2 Tahap Reaksi Pembentukan Sikloheksana

Bahan baku yang telah selesai pada tahap persiapan bahan baku selanjutnya diumpankan ke reaktor (R-120). Pada tahapan reaksi pembentukan sikloheksana, reaktor menggunakan jenis reaktor *fixed bed multitube* yang di dalamnya berisi katalis nikel. Bahan baku masuk melalui bagian atas reaktor, selanjutnya melewati katalis. Di

dalam katalis bahan baku bereaksi sehingga membentuk produk sikloheksana dan mengalami kenaikan suhu dari 150°C menjadi 158,9439°C, sedangkan untuk tekanan mengalami penurunan yakni dari tekanan 20 atm menjadi 19,9984 atm. Untuk konversi yang dicapai dalam pembentukan sikloheksana dengan proses hidrogenasi benzena sebesar 99,80 % terhadap benzena.

### **2.5.3 Tahap Pemurnian Sikloheksana**

#### **a. Pemisahan Gas**

Setelah terbentuk produk sikloheksana, produk masih bercampur dengan bahan baku gas hidrogen yang berlebih. Sehingga perlu dipisahkan dengan menggunakan separator (H-130), akan tetapi suhu dan tekanan dari keluaran reaktor (R-120) masih cukup tinggi maka harus diturunkan dengan menggunakan *cooler* (E-123) dan ekspander (G-122), sehingga didapatkan tekanan 1 atm dan suhu 60°C. Selanjutnya dilakukan pemisahan di dalam separator (H-130) antara gas hidrogen dengan produknya yaitu sikloheksana. Hasil atas separator (H-130) yaitu hidrogen di mana sebagian di *recycle* dan sebagian lagi di *purging*, sedangkan untuk hasil bawah yaitu sikloheksana akan ditingkatkan kemurniannya di menara distilasi (D-140).

#### **b. Pemurnian Produk**

Pada tahap pemurnian produk dilakukan dengan metode pemisahan di menara distilasi (D-140) berdasarkan pada titik didih masing-masing komponen. Sehingga didapatkan produk atas sikloheksana dengan kemurnian 99,70% dan produk bawah dengan kemurnian 99,90%.

## **3. HASIL DAN PEMBAHASAN**

### **3.1 Spesifikasi Alat Utama Proses**

#### **3.1.1 Reaktor**

Kode	: R-120
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara bahan baku benzena dan hidrogen dengan bantuan katalis nikel

pada suhu operasi 150 °C dan tekanan 20 atm  
untuk menghasilkan produk sikloheksana

Jenis : *Fixed bed reactor*

Fase reaksi : Gas-cair

Kondisi operasi

- Suhu masuk : 150 °C
- Suhu keluar : 158,9439 °C
- Tekanan masuk : 20 atm
- Tekanan keluar : 19,9984 atm

Katalis : *Raney-nickel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi alat

Bagian *shell*

- OD *shell* : 72 in
- ID *shell* : 69,25 in
- Tinggi *shell* : 5,104 m
- Tebal *shell* : 1,125 in

Bagian *tube*

- OD *tube* : 1,5 in
- ID *tube* : 1,4 in
- Jumlah *tube* (Nt) : 1146 *tube*
- Tebal *head & bottom* : 1,125 in
- Tinggi *head & bottom* : 0,4211 m
- Tinggi total reaktor : 6,9461 m
- Volume reaktor : 5,8091 m<sup>3</sup>

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

### 3.1.2 Separator

Kode : H-130

Fungsi : Memisahkan antara fase gas (hidrogen beserta impuritasnya) dengan fase cair (benzena beserta impuritasnya serta sikloheksana)

Jenis : *Horizontal gas-liquid separator*  
 Jumlah : 1 buah  
 Kondisi operasi  
 - Suhu : 60 °C  
 - Tekanan : 1 atm  
 Spesifikasi alat  
 - Diameter : 1,524 m  
 - Panjang : 5,1429 m  
 - Tebal *shell* : 0,1875 in  
 - Tebal *head* : 0,1875 in  
 - Waktu tinggal : 13,9610 menit  
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

### 3.1.3 Menara Distilasi

Kode : D-140  
 Fungsi : Memurnikan produk sikloheksana menjadi *grade*  
 99,70 % dan 99,90 %  
 Jenis : *Sieve tray coloumn*  
 Jumlah : 1 buah  
 Kondisi operasi  
 - Tekanan : 1 atm  
 - Suhu umpan : 80,9017 °C  
 - Suhu distilat : 80,9112 °C  
 - Suhu *bottom* : 80,9160 °C  
 Spesifikasi alat  
 - Diameter  
 • *Enriching* : 2,0328 m  
 • *Stripping* : 2,1426 m  
 - Tinggi menara : 7,1834 m  
 - Tebal *shell* : 0,1875 in  
 - Tebal *head & bottom* : 0,1875 in  
 - Tinggi *head & bottom* : 0,4417 m

- *Plate*

- Jumlah *actual plate* : 15 *plate*
- Seksi *stripping* bawah : 2 *plate*
- Seksi *enriching* atas : 13 *plate*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

#### 4. PENUTUP

Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :

- a. Keuntungan sebelum pajak Rp 209.947.733.075,79 per tahun  
Keuntungan sesudah pajak Rp 157.460.799.806,84 per tahun
- b. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 46,54 %  
*Percent Return On Investment* (ROI) sesudah pajak 34,91 %  
di mana rentang nilai ROI untuk *industrial chemical*, *low risk* 11 % dan  
*high risk* 44 %
- c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,77 tahun  
*Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 2,23 tahun  
di mana rentang nilai untuk POT berkisar antara *low risk* 5 tahun dan  
*high risk* 2 tahun
- d. *Break Event Point* (BEP) sebesar 42,88 %  
BEP standar berkisar antara 40 s.d 60 %
- e. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,38 %  
SDP standar berkisar antara 20 s.d 30 %
- f. *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 23,19 %

Berdasarkan hasil analisa tersebut maka dapat disimpulkan bahwasanya prarancangan pabrik sikloheksana dengan menggunakan proses hidrogenasi benzena kapasitas 35.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

#### DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill.
- BPS. (2015). *Ekspor dan Impor*. Diambil kembali dari Badan Pusat Statistik: <https://www.bps.go.id>

- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Chemical Engineering Design* (4th ed., Vol. 6). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Data, U. (2015). *Statistics*. Diambil kembali dari UN data: <http://data.un.org>
- Davison, J. W., Hutto, J. F., & Livingston, R. J. (1968). *United States of America*
- Icis. (2007). *Cyclohexane (CX) Uses and Market Data*. Diambil kembali dari ICIS: <https://www.icis.com>
- Ihs. (2015). *Cyclohexane*. Diambil kembali dari IHS: <https://www.ihs.com>
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill.
- Mujiburohman, M. (2014). *Diktat Kuliah Perancangan Alat Proses*. Surakarta: Jurusan Teknik Kimia Falkutas Teknik UMS.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (4th ed.). Singapore: McGraw-Hill.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Sica, A. M., Valley, E. M., & Gigola, C. E. (1978). Kinetic Data from a Pulse Microcatalytic Reactor-Hydrogenation of Benzene on a Nickel Catalyst. *Journal of Catalysis*, 155-125.